

Dinamika Proses dan Pengendalian Proses Berbantuan Software Simulasi



Johnner P. Sitompul | Vita Wonoputri
Taufik Hidayat | Carolus B. Rasrendra

DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN PROSES

-- Berbantuan *Software* Simulasi--

Oleh

Johnner P. Sitompul

Vita Wonoputri

Taufik Hidayat

Carolus B. Rasrendra



PENERBIT KBM INDONESIA

adalah penerbit dengan misi memudahkan proses penerbitan buku-buku penulis di tanah air Indonesia, serta menjadi media *sharing* proses penerbitan buku.

Dinamika Proses dan Pengendalian Proses Berbantuan Software Simulasi

Copyright @ 2025 Johnner P. Sitompul.dkk

All right reserved

Penulis

Johnner P. Sitompul
Vita Wonoputri
Taufik Hidayat
Carolus B. Rasrendra

Desain Sampul

Aswan Kreatif

Tata Letak

Ika Puji A

Editor

Dr. Muhamad Husein Maruahey, Drs., M.Sc.
Background isi buku di ambil dari <https://www.freepik.com/>

Official

Depok, Sleman-Jogjakarta (Kantor)

Penerbit KBM Indonesia

Anggota IKAPI/No. IKAPI 279/JTI/2021

081357517526 (Tlpn/WA)

Website

<https://penerbitkbm.com>
www.penerbitbukumurah.com

Email

naskah@penerbitkbm.com

Distributor

<https://penerbitkbm.com/toko-buku/>

Youtube

Penerbit KBM Sastrabook

Instagram

@penerbit.kbmindonesia
@penerbitbukujogja

ISBN: 978-634-202-865-0

Cetakan ke-1, November 2025
15,5 x 23 cm, vi + 108 halaman

Isi buku diluar tanggungjawab penerbit
Hak cipta merek KBM Indonesia sudah terdaftar di DJKI-Kemenkumham
dan isi buku dilindungi undang-undang.

Dilarang keras menerjemahkan, memfotokopi, atau
memperbanyak sebagian atau seluruh isi buku ini
tanpa seizin penerbit karena beresiko sengketa hukum

Sanksi Pelanggaran Pasal 113

Undang-Undang No. 28 Tahun 2014 Tentang Hak Cipta

- i. Setiap Orang yang dengan tanpa hak melakukan pelanggaran hak ekonomi sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf i untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 1 (satu) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp 100.000.000 (seratus juta rupiah).
- ii. Setiap Orang yang dengan tanpa hak dan/atau tanpa izin Pencipta atau pemegang Hak Cipta melakukan pelanggaran hak ekonomi Pencipta sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf c, huruf d, huruf f, dan/atau huruf h untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 3 (tiga) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp 500.000.000,00 (lima ratus juta rupiah).
- iii. Setiap Orang yang dengan tanpa hak dan/atau tanpa izin Pencipta atau pemegang Hak Cipta melakukan pelanggaran hak ekonomi Pencipta sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf a, huruf b, huruf e, dan/atau huruf g untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 4 (empat) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp 1.000.000.000,00 (satu miliar rupiah).
- iv. Setiap Orang yang memenuhi unsur sebagaimana dimaksud pada ayat (3) yang dilakukan dalam bentuk pembajakan, dipidana dengan pidana penjara paling lama 10 (sepuluh) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp 4.000.000.000,00 (empat miliar rupiah).

KATA PENGANTAR

Buku ini merupakan hasil atau kumpulan dari pelaksanaan kuliah Pengendalian Proses dan Kapita Selekt Dinamika Proses di Program Studi Teknik Kimia dan Program Studi Teknik Bioenergi Kemurgi FTI ITB. Buku ini dipacu oleh semangat untuk membuat kuliah Pengendalian Proses menjadi suatu yang menarik dan mudah untuk dimengerti para mahasiswa. Versi pertama dari *draft* buku disusun pada tahun 2001 oleh JPS dan TH, dan versi selanjutnya ditambahkan lampiran, dengan bantuan Sdr. Buana Giri Suta, untuk pemodelan proses-proses yang umum/ standard di Teknik Kimia dan perbandingan hasil simulasi open loop dan closed loop secara mendalam untuk proses-proses tsb. Di buku ini, ditambahkan daftar isi dan di Bab 1 diberikan penjelasan singkat untuk teori dinamika proses dan pengendalian proses dan tuning controller. Di Bab 2, dinamika proses dan pengendalian proses diberikan secara singkat untuk beberapa proses. Bab 3 untuk penjelasan software yang dipilih sebagai bantuan/ tools.

Di Bab 4, diawali untuk model order satu dan model FOWTD (order satu dengan time delay) yang umum dijumpai di bidang Teknik Kimia termasuk dinamika proses, untuk kolom distilasi. Topik berikutnya, Bab 5, diberikan simulasi pengendalian proses untuk pengendali tipe feed back dan Bab 6, dilanjutkan untuk pengendali tipe feed forward dan simulasi pengendalian prosesnya. Untuk sistem pengendalian proses tipe feed back, dikenal juga sebagai sistem closed loop diberikan cases/ contoh-contoh servo dan case regulatory.

Sedangkan untuk tipe feed forward dan gabungan/ combined feed forward dan feed back controller difokuskan untuk cases regulatory untuk proses sederhana dan proses pengendalian kolom distilasi. Diberikan juga di Bab 6 topik Multivariable/ multiloop controllers untuk contoh yang secara praktis banyak dihadapi dalam bidang pengendalian proses. Bab 7 diberikan topik/ contoh untuk latihan-latihan agar mendalami simulasi dinamika proses dan simulasi pengendalian proses. Selanjutnya, daftar pustaka diberikan untuk rujukan buku ini. Secara khusus, penelusuran lebih dalam *software* simulasi, dapat diterapkan untuk bermacam-macam *advanced control algorithm*. Lebih jauh, verifikasi data eksperimen dengan hasil simulasi dinamika proses dan pengendalian proses dapat dilengkapi dengan *data acquisition* dan pengembangan topik *smart laboratory*.

Buku ini masih banyak kekurangannya, kritik dan saran sangat diharapkan untuk pengembangan proses belajar mengajar *Pengendalian Proses* di program studi Teknik Kimia dan Teknik Bioenergi Kemurgi FTI Institut Teknologi Bandung atau di mata kuliah yang berhubungan dengan topik Sistem Kendali, Sistem Otomasi, dll.

Bandung, Oktober 2025

Para penulis,

Johnner P. Sitompul, Vita Wonoputri, Taufik Hidayat,
C.B. Rasrendra.

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	i
DAFTAR ISI.....	iv
BAB 1 PENGANTAR BUKU DAN KONSEP	
DASAR	1
1.1 Pengantar Buku	2
1.2 Dinamika Proses.....	3
1.3 Pengendalian Proses.....	4
1.4 Tuning Untuk Parameter Pengendali/ Controllers.....	6
BAB 2 PEMODELAN PROSES DAN MODEL	
INPUT OUTPUT PROSES	7
2.1 Pemodelan Proses Over Head Tank (OHT) dan Model Input-Output OHT	9
2.2 Pemodelan Proses Stirred Tank Heater/ STH dan Model Input-Output STH	12

2.3 Pemodelan Proses Kolom Distilasi dan Model Input-Output Kolom Distilasi	16
BAB 3 PENGENALAN SOFTWARE SIMULASI SIMULINK UNTUK ANALISIS DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN PROSES.....	21
BAB 4 ANALISIS DINAMIKA PROSES.....	25
BAB 5 ANALISIS PENGENDALIAN PROSES FEED BACK (UMPAN BALIK)	33
BAB 6 ANALISIS PENGENDALIAN PROSES FEED FORWARD DAN MULTI LOOP FB.....	47
BAB 7 SOAL-SOAL LATIHAN BERBANTUAN SOFTWARE SIMULASI.....	61
DAFTAR PUSTAKA	69
Lampiran A: Cases/ Latihan Lebih Dalam dengan Software Simulasi (Simulasi Dinamika Proses dan Pengendalian Proses).....	71
Lampiran B: Multivariable Controllers dalam Kolom Distilasi	101

DAFTAR PUSTAKA

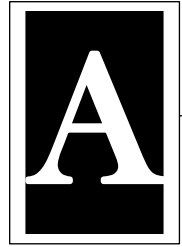
Pustaka Utama:

- Stephanopoulos, G., *Chemical Process Control. An Introduction to Theory and Practice*, Prentice Hall Inc., NJ, 1984.
- J. Sitompul dan Wonoputri, V., *Slides/ Bahan Kuliah Pengendalian Proses*, 2010
- Wood, R.K., Berry, M.W., Terminal composition control of a binary distillation column, *Chemical Engineering Science*, 28 (9), 1973, pp. 1707-1717.
- Sitompul, J.P., Rohmanuddin, M., Rasrendra, C. B., Simulation of A Distillation Column Control Based On Decoupling And Based On Medium/ High-Level Fuzzy Control, *Int'l Conference on Fluid and Thermal Energy Conversion*, Jakarta, 2006
- Luyben, W., *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*, 2nd Edition, McGraw-Hill Publ. Co., Singapore, 1990.
- Ogunnaike, B.A., and Ray, W.H., *Process Dynamic, Modeling and Control*, Oxford Univ. Press, NY, 1994.

Bequette, B. W., *Process Dynamics Modeling, Analysis, and Simulation*, Prentice Hall Inc., NJ, 1998.

Seborg, D.E., Edgar, T.F., Mellichamp, D.A., *Process Dynamics and Control*, 2nd Ed., John-Wiley and Sons Inc., Singapore. 2017.

LAMPIRAN

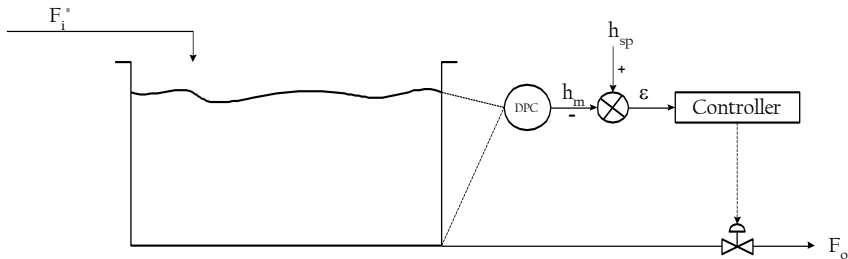


CASES/ LATIHAN LEBIH DALAM DENGAN SOFTWARE SIMULASI (SIMULASI DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN PROSES)

Di dalam lampiran ini akan diberikan cases/ latihan yang lebih dalam dengan Software Simulasi, khususnya dalam Simulasi Dinamika Proses dan Pengendalian Proses berikut elaborasinya, sehingga mahasiswa dapat latihan sendiri dengan membandingkan hasil simulasi di lampiran ini.

1. Case/ Proses I (Overhead Tank/ OHT atau Torrent)

Perumusan Masalah sudah diberikan di Bab 2 untuk OHT dan sistem pengendalian proses OHT diberikan lagi di bawah ini.



Gambar A1. Sistem OHT Berorde Satu berikut Sistem Pengendalian Proses

Dengan menurunkan neraca massa dan menggunakan variabel deviasi untuk ketinggian dan laju alir fluida masuk, diperoleh model input-output (persamaan fungsi transfer) sebagai berikut:

$$G_p(s) = \frac{h(s)}{F_i(s)} = \frac{K_p}{(\tau_p s + 1)} \quad (\text{A-1})$$

Berikut ini disajikan harga-harga parameter yang terdapat dalam persamaan (A-1):

$$K_p = 3 ; \tau_p = 2$$

Variabel gangguan (*disturbance*) terhadap tangki ini adalah laju alir masuk (F_i). Gangguan yang terjadi berupa fungsi tangga (*step*) sebesar 1 satuan, yang dapat dinyatakan dalam domain Laplace (fungsi s) sebagai berikut:

$$F_i(s) = \frac{1}{s}$$

Dengan menggunakan data dan harga-harga parameter tersebut, maka simulasi keadaan dinamik sistem dapat dilakukan. Simulasi ini dilakukan pada rentang waktu $t = 0 - 20$, pada berbagai macam kondisi operasi, yaitu:

- a. Kondisi *open loop* (tanpa pengendali).
- b. Kondisi *close loop* dengan pengendali *Proportional*.

$$G_c(s) = K_c = 2$$

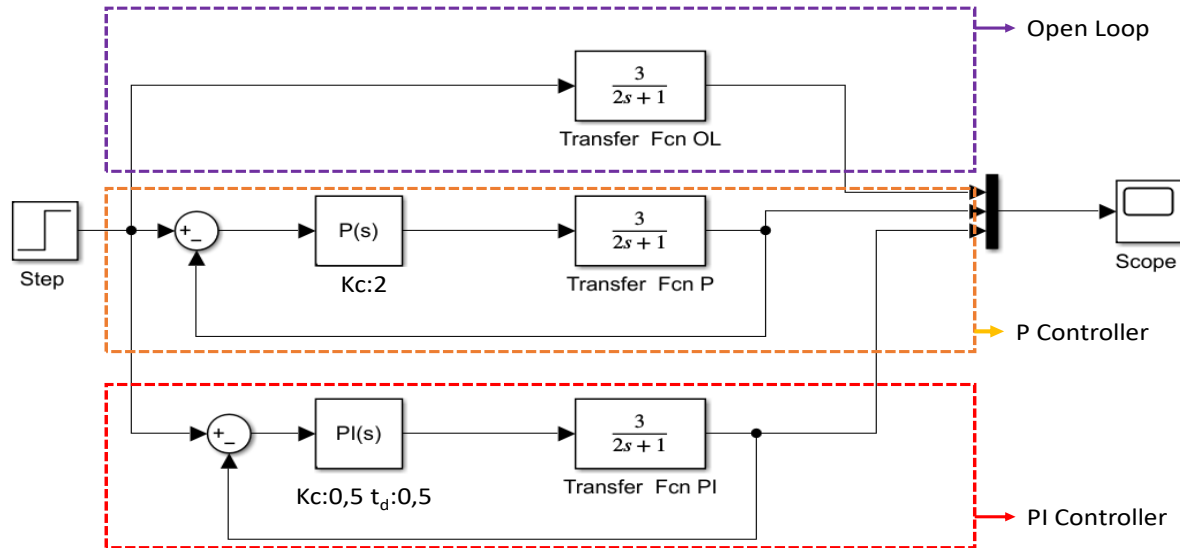
- c. Kondisi *close loop* dengan pengendali *Proportional-Integral*.

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) \text{ dengan}$$

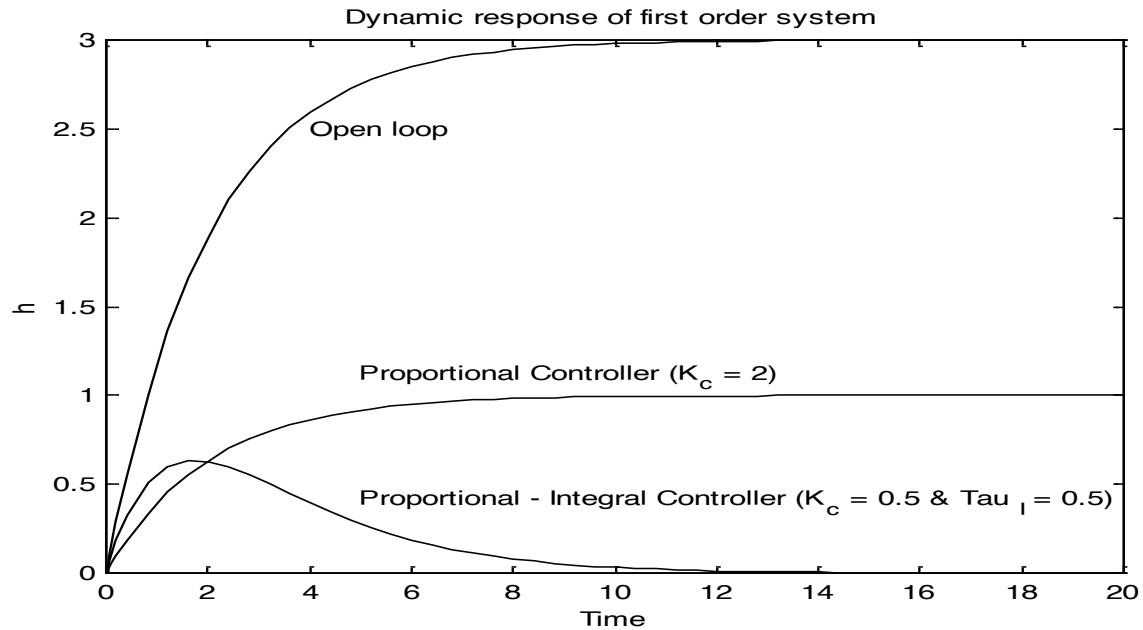
$$K_c = 0.5$$

$$\tau_I = 0.5$$

a. Sistem *Open Loop* vs Sistem *Closed Loop*:



Gambar A2. Diagram Blok Simulink *Open Loop* vs *Close Loop*



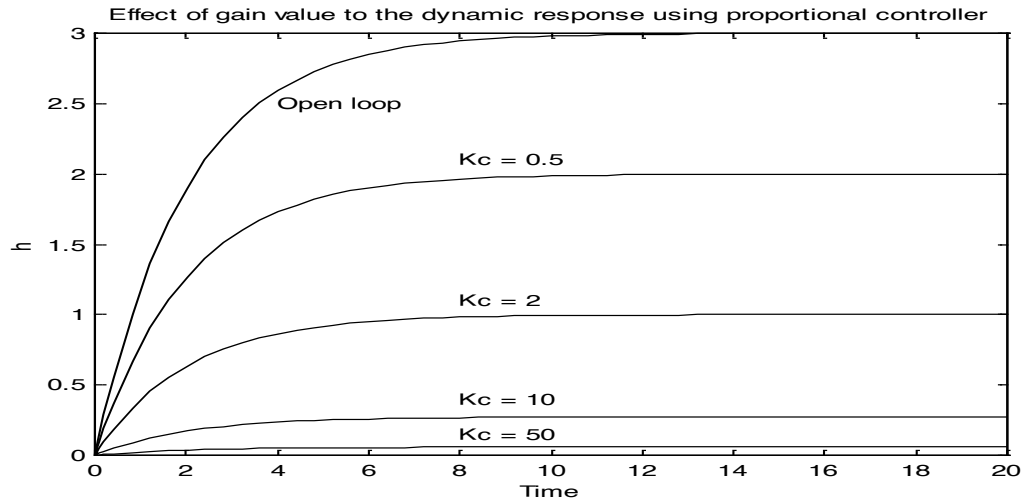
Gambar A3. Perbandingan Antara Sistem *Open Loop* dengan Sistem *Close Loop*

Berdasarkan Gambar A3 terlihat bahwa sistem tanpa pengendali (*close loop*) yang mengalami gangguan fungsi tangga (*step*) akan menuju ke suatu kondisi tunak (*steady state*) yang baru. Harga kondisi tunak yang baru ($h_{s,2}$) sama dengan besar gangguan fungsi tangga dikalikan dengan harga *gain* (K_p) proses, yaitu: $h_{s,2} = 1 \times 3 = 3$.

Sistem yang dikendalikan dengan pengendali tipe *proportional* tidak dapat menjaga sistem agar tetap berada dalam kondisi tunak awal ($h_s = 0$). Berdasarkan hasil simulasi yang disajikan dalam Gambar 21 terlihat bahwa sistem berpengendali *proportional* akan menuju ke suatu kondisi tunak yang baru. Penyimpangan dari keadaan tunak awal (*offset*) yang dialami oleh sistem berpengendali *proportional* lebih kecil dibandingkan dengan sistem tanpa pengendali.

Sistem yang dikendalikan dengan pengendali tipe *proportional-integral* dapat menjaga sistem agar tetap berada dalam kondisi tunak awal ($h_s = 0$). Jadi pengendali tipe *proportional-integral* dapat menghilangkan *offset* dan menjaga ketinggian tangki tetap pada harga kondisi tunak awal ($h_s = 0$)

b. Pengaruh K_c Terhadap Kinerja Pengendali Proportional:

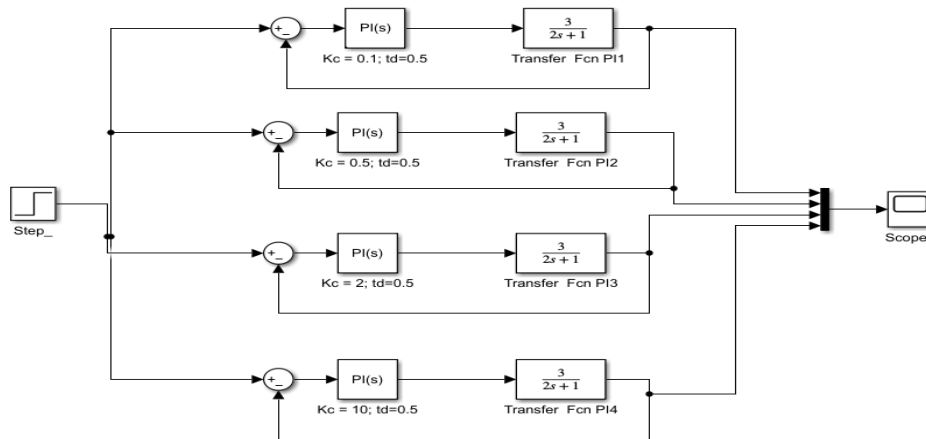


Gambar A4. Pengaruh Harga *Gain Controller* (K_c) Terhadap Respon Dinamik Sistem Berpengendali *Proportional*

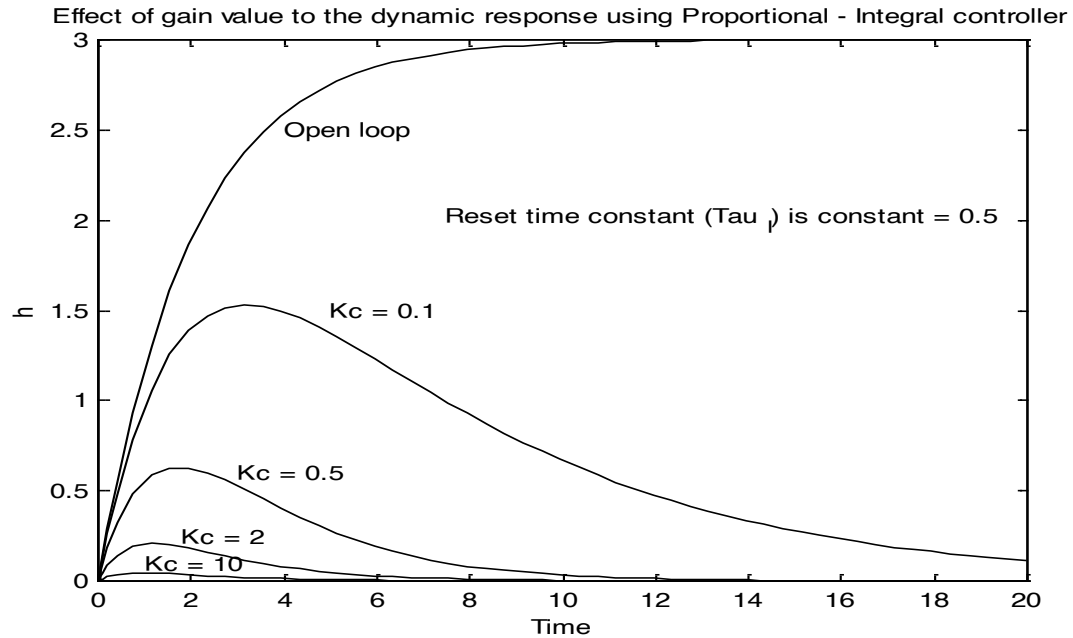
Walaupun pengendali tipe *proportional* tidak dapat menjaga sistem agar tetap berada dalam kondisi tunak awal ($h_s = 0$), akan tetapi kinerja pengendali tipe *proportional* dapat

ditingkatkan dengan cara memperbesar harga *gain controller* (K_c). Hal ini dapat dilihat pada hasil simulasi yang disajikan dalam Gambar A5. Semakin besar harga K_c , maka harga *offset* dapat diperkecil.

c. Pengaruh K_c Terhadap Kinerja Pengendali Proportional-Integral:



Gambar A5. Diagram Blok Simulink Pengaruh K_c Terhadap PI Controller

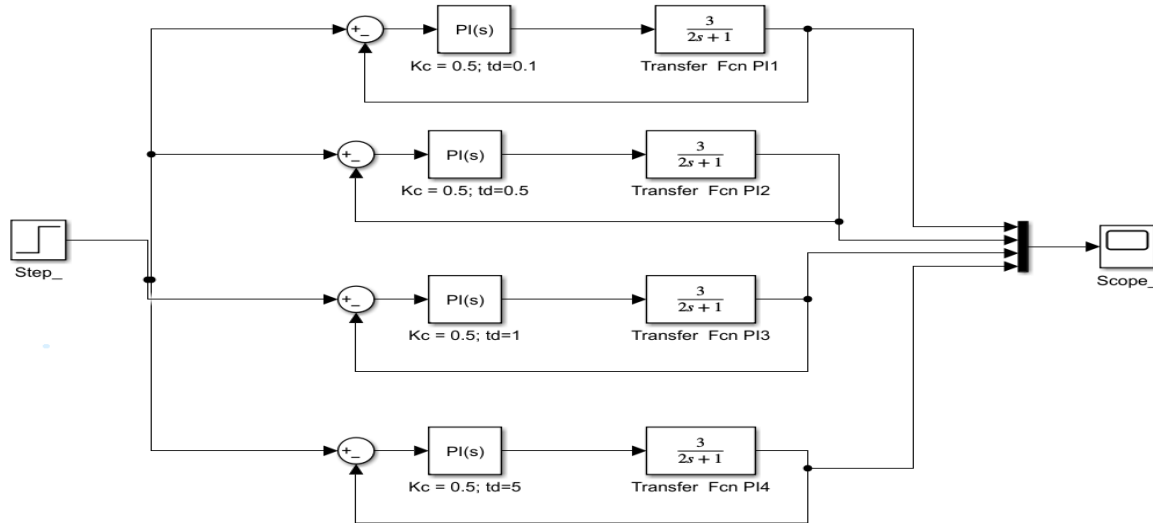


Gambar A6. Pengaruh Harga *Gain Controller* (K_c) Terhadap Respon Dinamik Sistem Berpengendali *Proportional-Integral*

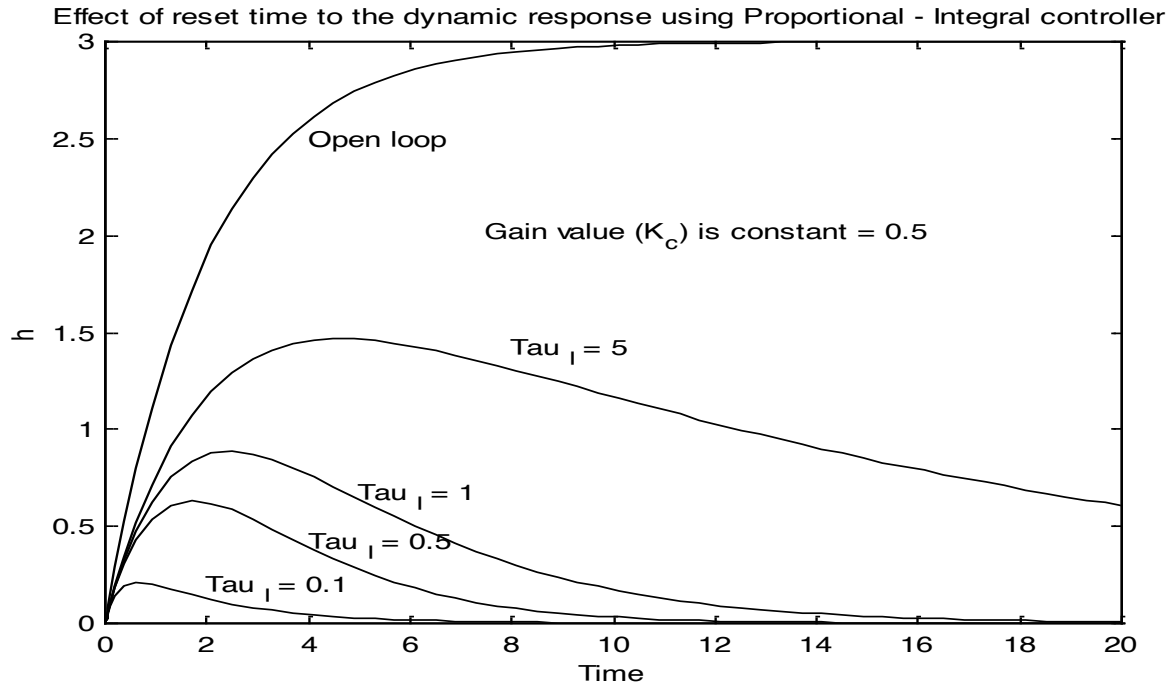
Seperti halnya pengendali tipe *proportional*, K_c memberikan pengaruh yang sama terhadap kinerja pengendali tipe *proportional-integral*. Hal ini dapat dilihat pada Gambar A6 yang merupakan hasil simulasi pengendali tipe *proportional-integral* yang dievaluasi pada berbagai harga K_c . Secara umum kenaikan harga K_c akan mempercepat respon sistem dan memperkecil harga *offset* yang dialami sistem.

Harga K_c sebaiknya tidak terlalu kecil, karena hal ini akan memperlambat sistem dalam proses penghilangan *offset*. Sebagai contoh pada harga $K_c = 0.01$ di Gambar A6, pada saat $t = 20$ sistem belum dapat menghilangkan *offset*. Sementara pada harga K_c yang lebih besar, sistem telah berhasil menghilangkan *offset* dan mencapai kondisi tunak awal.

d. Pengaruh τ_I Terhadap Kinerja Pengendali Proportional-Integral:



Gambar A7. Diagram Blok Simulink Pengaruh τ_I Terhadap PI *Controller*



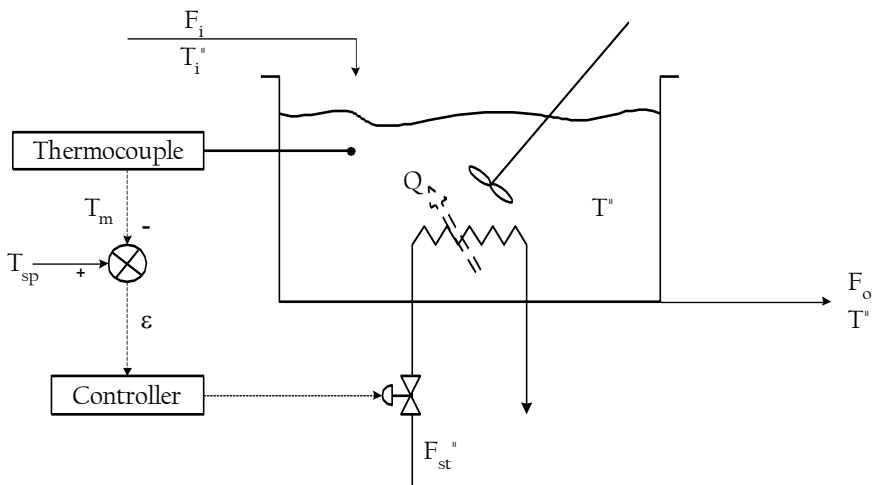
por

Gambar A8. Pengaruh Harga *Reset Time* (τ_I) Terhadap Respon Dinamik Sistem Berpengendali *Proportional-Integral*

Harga *reset time* (τ_I) memberikan pengaruh yang berlawanan dengan pengaruh harga K_c terhadap kinerja pengendali tipe *proportional-integral*. Semakin besar harga τ_I , maka sistem semakin lambat responnya dan *offset* yang terjadi pun semakin besar. Hal ini dapat dilihat pada Gambar A8 yang merupakan hasil simulasi pengendali tipe *proportional-integral* yang dievaluasi pada berbagai harga τ_I .

2. Kasus II/ Proses II (Stirred Tank Heater Hold Up Konstan)

Perumusan Masalah sudah diberikan di Bab 2 untuk OHT dan sistem pengendalian proses STH diberikan lagi di bawah ini.



Gambar A9. Sistem STH yang Dilengkapi Pemanas Berikut Sistem Pengendalian Prosesnya

Dengan asumsi laju alir masuk konstan, ini makan kasus ini dikenal dengan istilah *STH Hold up Konstan*. Dengan melakukan neraca energi untuk STH di atas dan menerapkan variabel deviasi pada keadaan *steady*

state, maka diperoleh Model Input-Output STH (persamaan fungsi transfer):

$$T(s) = \frac{1}{(\tau_p s + 1)} T_i(s) + \frac{K_p}{(\tau_p s + 1)} F_{st}(s) \quad (\text{A-2a})$$

atau

$$T(s) = G_p F_{st}(s) + G_d T_i(s) \quad (\text{A-2b})$$

dengan G_p dan G_d berturut-turut adalah fungsi transfer untuk *manipulated variable* (F_{st}) dan *disturbance* (T_i). Berikut ini disajikan harga-harga parameter yang terdapat dalam persamaan (A-2a):

$$K_p = 0.2$$

$$\tau_p = 4$$

Dalam sistem berpengendali umpan balik (*feedback controller*) terdapat dua jenis masalah yang dapat muncul yaitu:

a. Masalah servo:

Variabel gangguan (*disturbance*) tidak berubah, dengan kata lain $T_i(s) = 0$. Perubahan yang terjadi dalam sistem adalah perubahan harga *set point*. Untuk sistem yang digambarkan dalam Gambar 10, perubahan *set point* yang terjadi adalah:

$$F_{st}(s) = \frac{0.1}{s}$$

$$F_{st}(s) = -\frac{0.1}{s}$$

Perubahan yang terjadi dalam masalah *servo* ini mengalami penundaan (*delay*) selama 1 satuan

waktu, sehingga fungsi transfer proses (G_p) berubah menjadi:

$$G_p(s) = \frac{e^{-s}}{(\tau_p s + 1)}$$

b. Masalah regulator:

Harga set point tidak berubah ($F_{st}(s) = 0$), sedangkan harga variabel gangguan mengalami perubahan sebagai berikut:

$$T_i(s) = -\frac{0.1}{s}$$

Penundaan (*delay*) yang terjadi dalam masalah *regulator* adalah sebesar 0.5 satuan waktu, sehingga fungsi transfer *load* (G_d) berubah menjadi:

$$G_d(s) = \frac{K_p e^{-0.5s}}{(\tau_p s + 1)}$$

Simulasi untuk kedua masalah tersebut dilakukan pada rentang waktu $t = 0 - 20$ dengan berbagai macam kondisi operasi, yaitu:

- Kondisi *open loop* (tanpa pengendali).
- Kondisi *close loop* dengan pengendali *Proportional*.

$$G_c(s) = K_c = 2$$

- Kondisi *close loop* dengan pengendali *Proportional-Integral*.

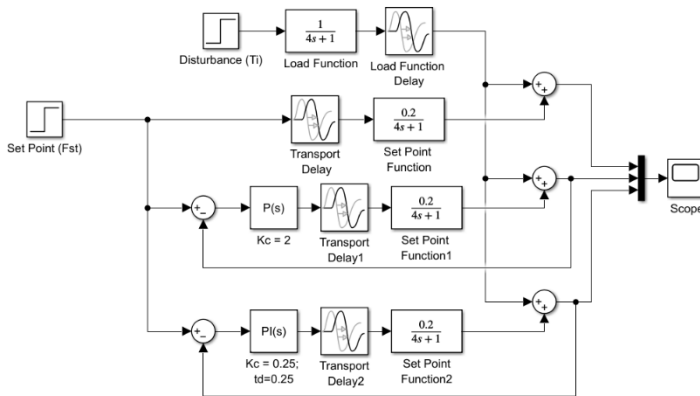
$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right)$$

dengan

$$K_c = 0.25$$

$$\tau_I = 0.25$$

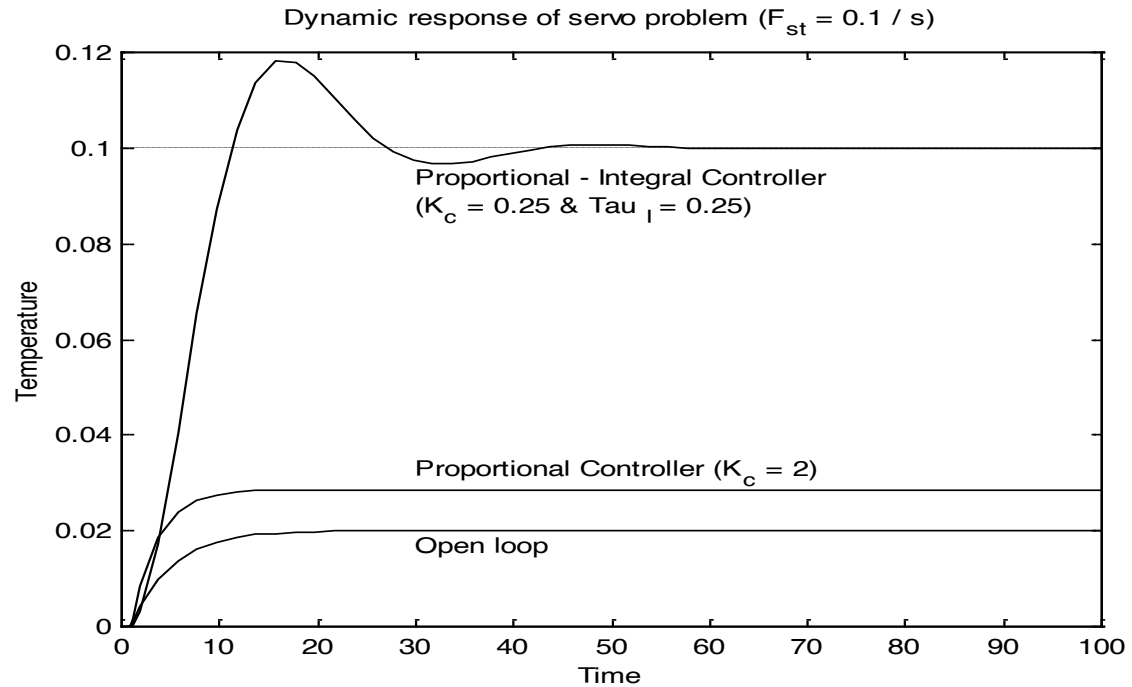
c. Diagram Blok Simulink



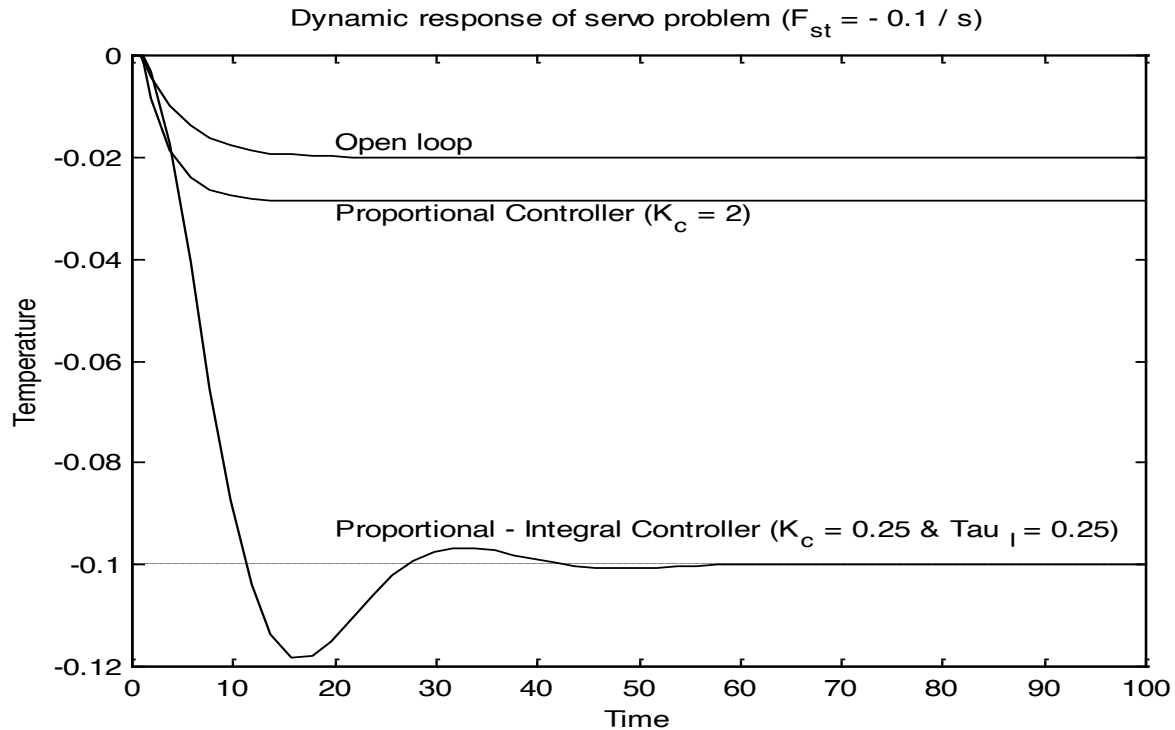
Gambar A10. Diagram Blok Simulink Untuk Kasus II

d. Masalah Servo:

Hasil simulasi masalah servo dengan fungsi gangguan $Fst(s) = 0.1 / s$ dan $Fst(s) = - 0.1 / s$ berturut-turut disajikan dalam Gambar A11 dan Gambar A12.



Gambar A11. Simulasi Proses untuk kasus/ masalah *servo* dengan $F_{st} = 0.1 / s$



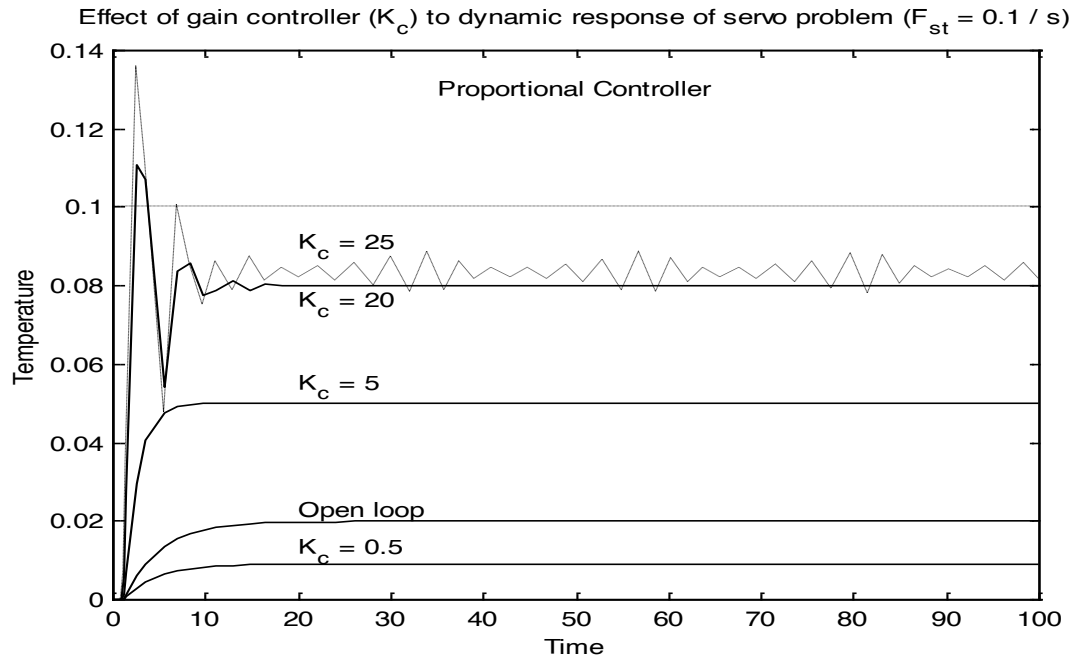
Gambar A12. Simulasi Proses untuk kasus/ masalah *servo* dengan $F_{st} = -0.1 / s$

Berdasarkan Gambar A11 dan A12 terlihat bahwa sistem tanpa pengendali (*open loop*) tidak dapat menyelesaikan masalah *servo* (perubahan harga *set point*). Sistem tanpa pengendali ini tidak dapat mencapai keadaan tunak (*steady-state*) baru yang diinginkan, yaitu 0.1 (untuk Gambar A11) dan -0.1 (untuk Gambar A12).

Sistem yang dikendalikan dengan pengendali tipe *proportional* sedikit lebih baik dibandingkan dengan sistem tanpa pengendali. Karena keadaan tunak baru yang tercapai sudah hampir mendekati harga yang diinginkan. Agar harga keadaan tunak baru dapat lebih mendekati harga yang diinginkan, maka harga *gain controller* (K_c) harus diperbesar.

Pada harga K_c yang cukup kecil sistem berkelakuan sebagai sistem dinamik berorde dua dengan tipe *overdamped*. Semakin kecil harga K_c maka respon sistem akan semakin lambat (*sluggish*). Oleh karena itu biasanya harga K_c diperbesar, sehingga respon sistem akan semakin cepat, tetapi akan mengakibatkan respon sistem berosilasi (*underdamped*).

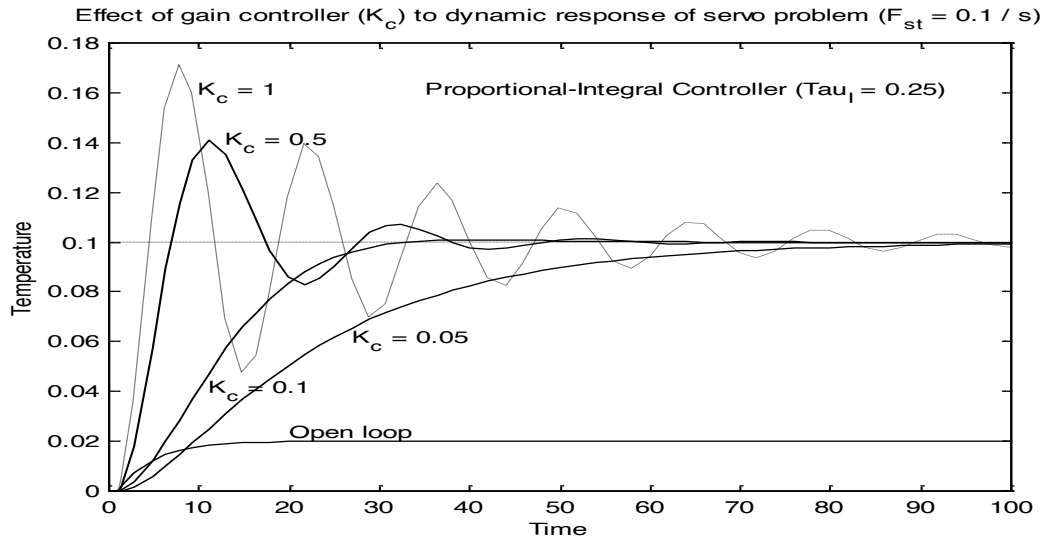
Pada harga K_c yang tidak terlalu besar, setelah berosilasi sistem akhirnya akan menjadi stabil. Pada saat stabil tersebut, respon sistem yang dihasilkan sudah hampir mendekati harga *set-point* yang diinginkan. Akan tetapi apabila harga K_c dibuat menjadi sangat besar, akan mengakibatkan sistem tidak dapat mencapai kestabilan. Seluruh penjelasan ini disajikan secara grafis dalam Gambar A13 berikut.



Gambar A13. Simulasi Proses untuk pengaruh variasi harga K_c Terhadap Dinamika Sistem Berpengendali Proporsional saja

Sistem yang dikendalikan dengan pengendali tipe *proportional-integral* dapat mengatasi masalah perubahan harga *set point* (*servo problem*). Sistem dengan pengendali tipe *proportional-integral* secara cepat akan menuju harga *set point* yang diinginkan. Secara umum sistem pengendali tipe *proportional-integral* akan berkelakuan sebagai sistem dinamik berorde dua. Harga *gain controller* (K_c) dan *reset time* (τ_i) akan menentukan tipe dinamik orde dua yang dapat terjadi, yaitu: *underdamped*, *critically damped*, atau *overdamped*.

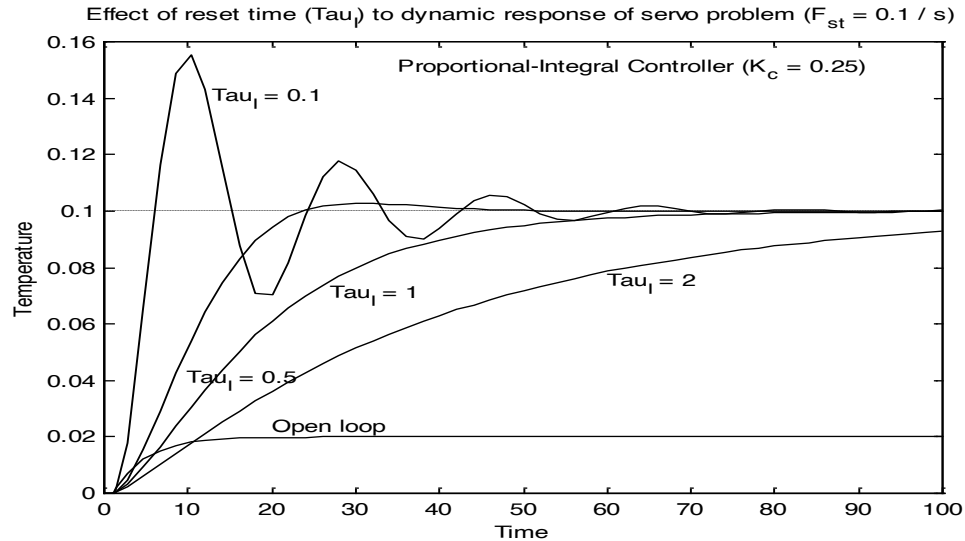
Harga K_c yang kecil akan menyebabkan sistem menjadi lebih *sluggish* dan berkelakuan sebagai sistem berorde dua dengan tipe *overdamped*. Peningkatan harga K_c akan menyebabkan respon sistem menjadi lebih cepat dan berosilasi (*underdamped*). Semakin besar harga K_c , maka *overshoot* sistem menjadi semakin besar dan sistem semakin lama berosilasi. Harga K_c yang lebih besar dari 1 akan menyebabkan sistem menjadi sangat tidak stabil. Pengaruh harga K_c terhadap dinamika sistem berpengendali tipe *proportional-integral* disajikan dalam Gambar A14.



Gambar A14. Simulasi Proses untuk pengaruh variasi harga K_c Terhadap Dinamika Sistem Berpengendali Proposional Integral (PI)

Pengaruh harga τ_I terhadap dinamika sistem berpengendali *proportional-integral* berlawanan dengan pengaruh harga K_c . Semakin kecil harga τ_I , respon sistem semakin cepat dan semakin berosilasi. Harga τ_I yang terlalu kecil akan menyebabkan sistem menjadi tidak

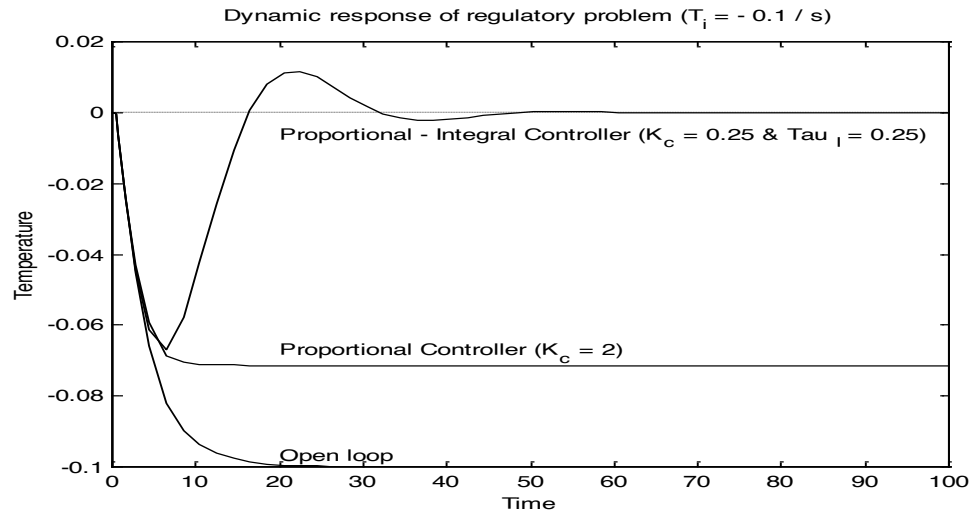
stabil. Pengaruh harga τ_i terhadap dinamika sistem berpengendali tipe *proportional-integral* disajikan dalam Gambar A15.



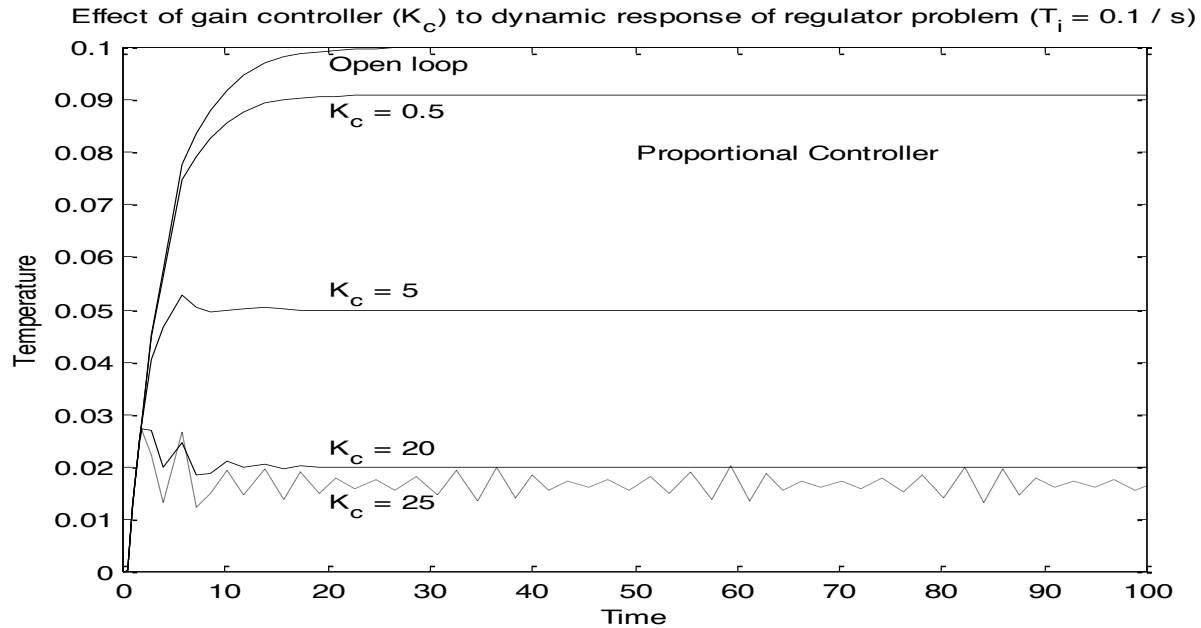
Gambar A15. Simulasi proses untuk pengaruh variasi pengaruh harga τ_i Terhadap Dinamika Sistem Berpengendali PI

e. Masalah Regulator:

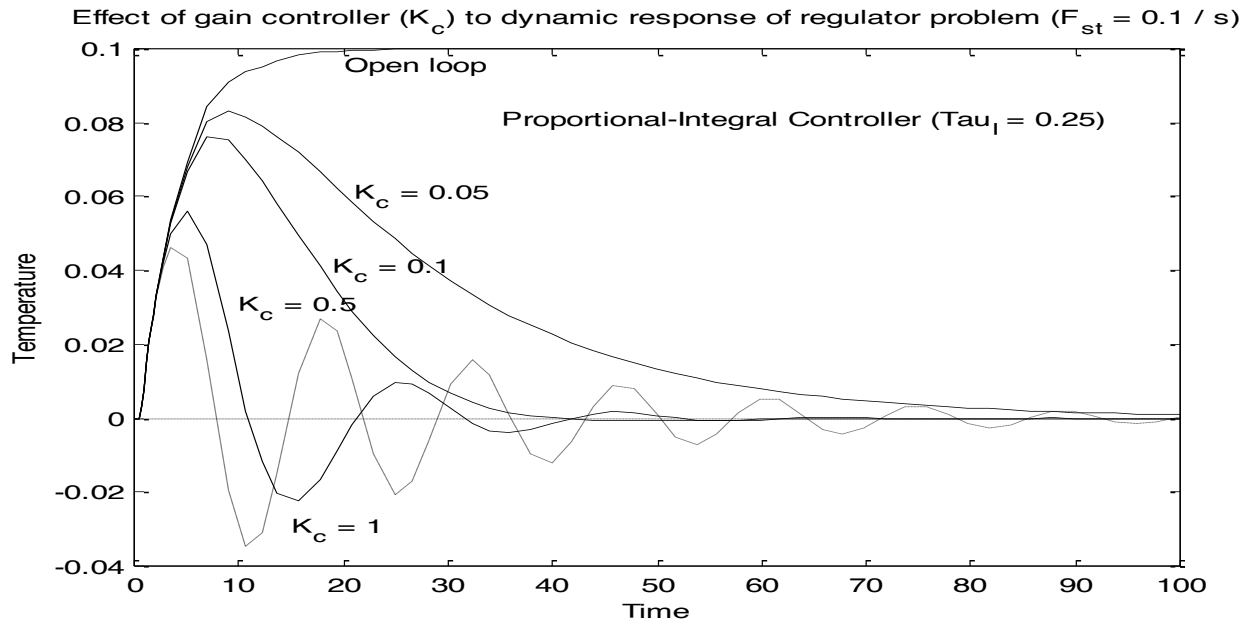
Hasil simulasi masalah *regulator* dengan fungsi gangguan $\tau_i(s) = -0.1 / s$ disajikan dalam Gambar A16.



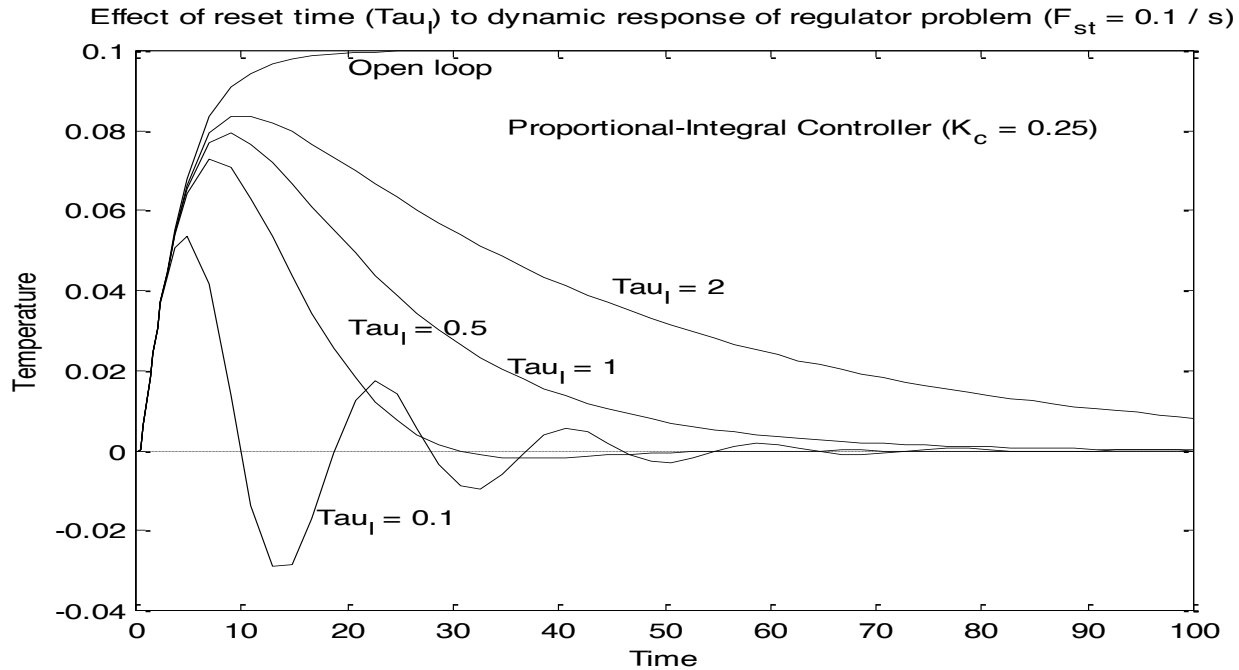
Gambar A16. Simulasi Proses untuk Kasus *Regulatory* dengan $\tau_i(s) = -0.1 / s$



Gambar A17. Simulasi Proses untuk Pengaruh variasi Harga K_c Sistem Berpengendali P dibandingkan dengan Dinamika Proses tanpa Pengendali (open loop)



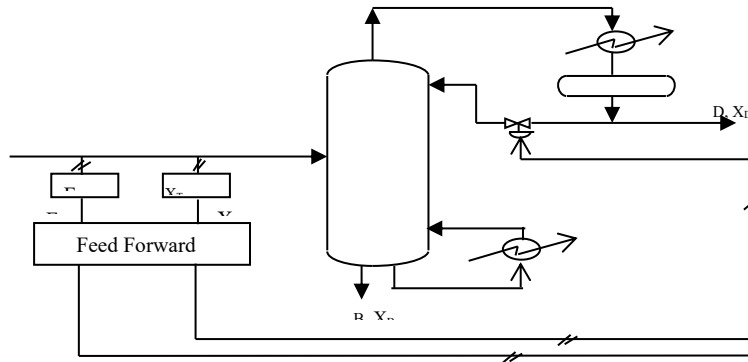
Gambar A18. Simulasi Proses untuk pengaruh Harga K_c terhadap Sistem Berpengendali PI



Gambar A19. Simulasi Proses untuk pengaruh variasi harga τ_I terhadap Sistem Berpengendali PI

f. Feedforward Control

Contoh kasus yang lain adalah menyangkut sistem pengendalian feedforward yang cukup sering dijumpai di lapangan. Contoh yang diambil adalah pengendalian komposisi distilat untuk gangguan laju alir atau komposisi umpan. Tipe pengendali yang dihasilkan oleh sistem pengendali dengan *two degree of freedom* akan sangat mudah disimulasikan setelah mendesain controller untuk set-point dan load changes. Hasil simulasinya untuk perubahan laju alir dan komposisi umpan dapat dilihat dalam gambar A20.

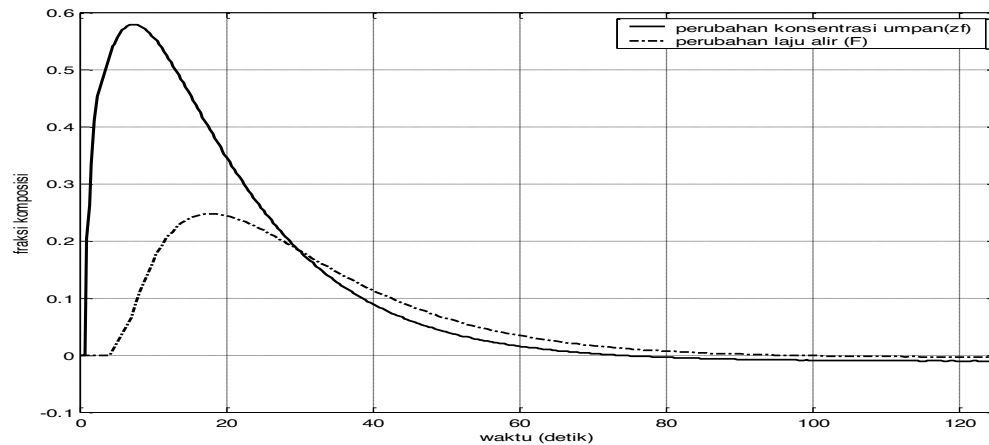


Gambar A20. Blok Diagram Sistem Pengendalian Feedforward untuk Kolom Distilasi

Sebagai catatan, model fungsi transfer dari input-output proses dinyatakan dalam persamaan berikut,

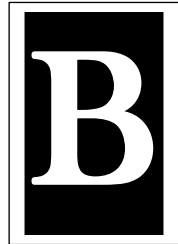
$$\frac{X_D}{F} = \frac{10 e^{-10s}}{10s + 1}, \quad \frac{X_D}{z_F} = \frac{25 e^{-5s}}{5s + 1}, \quad \frac{X_D}{R} = \frac{5 e^{-t_d s}}{\tau s + 1}$$

dengan suku z_F , X_D , R , dan F adalah fraksi mol umpan, fraksi mol distilat, laju refluks dan laju alir umpan.



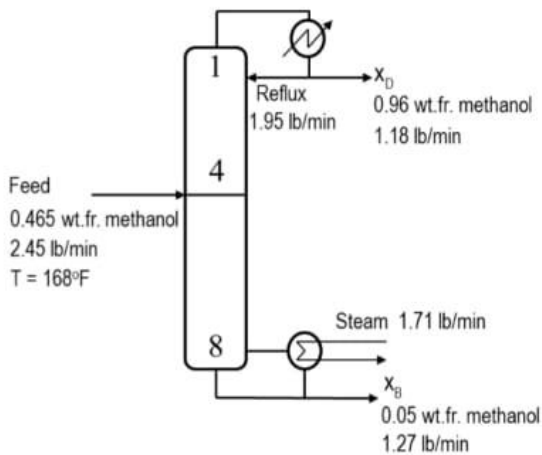
Gambar A21. Performansi Pengendalian Feedforward Kolom Distilasi dengan Perubahan F dan z_F

LAMPIRAN

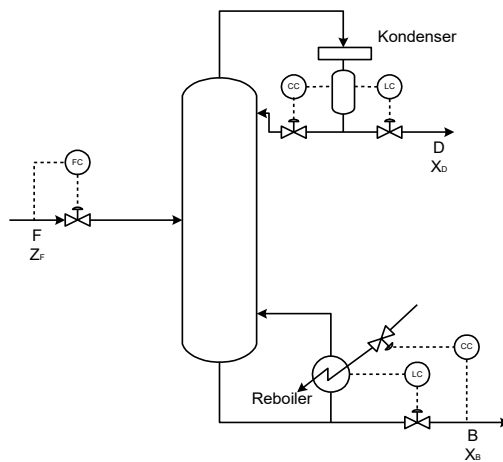


**MULTIVARIABLE
CONTROLLERS DALAM
KOLOM DISTILASI**

Untuk kasus yang kompleks seperti multivariable control dapat diakomodasikan dengan Simulink. Pengendalian proses ini dapat dilakukan untuk sistes/ algoritma multi-loops, yang sangat berinteraksi. Proses yang diambil untuk kasus ini adalah suatu proses yang cukup kompleks seperti kolom distilasi ditunjukkan di bawah ini. Gambar distilasi sederhana untuk campuran Metanol-Air ditunjukkan dalam gambar di bawah. dengan 8 tray di dalam kolom distilasi. Model input output merupakan hasil penelitian Wood and Berry, dan dalam literatur dikenal dengan Model Distilasi Kolom dari Wood and Berry. Secara singkat kolom tipe plate ini untuk memisahkan campuran biner metanol-air dengan komposisi (fraksi mol) distilat dan bawah dikendalikan/ dimanipulasi dengan oleh laju alir refluks dan laju steam di reboiler, V (*vapor boil-up rate*). Sedangkan gangguan yang terjadi, laju alir masuk (F) atau Z_F , dimana dalam pemodelan ini, hanya laju alir yang diteliti. Untuk nilai parameter *steady state* untuk kolom distilasi Wood and Berry dan sistem dengan dua control loop distilasi diberikan masing-masing dalam dua gambar berikut. Sebagai catatan, model input output dalam bentuk fungsi transfer diperoleh dari pemodelan deterministik dan empiris. Pemodelan deterministik diperoleh dengan setiap tray dari distilasi adalah order satu dan pemodelan deterministic diperoleh bahwa model dalam kolom adalah non linear dan diasumsikan dengan penambahan time delay dalam setiap *tray*. Penomoran 8 tray dalam kolom distilasi dilakukan dari tray 1 (top) sampai tray 8 (bottom). Setelah itu, parameter FOWTD diperoleh dengan melakukan perturbasi di sekitar nilai steady state dari masing-masing input (R , V dan F) dan diperoleh kurva response dari output.



Gambar A22. Parameter/ nilai-nilai *steady state* dari Kolom Distilasi Wood and Berry Gambar Kolom distilasi Wood and Berry berikut nilai-nilai *steady state*-nya dari variable.



Gambar A23. Blok Diagram Sistem Pengendalian Proses Kolom Distilasi untuk Pengendalian fraksi mol distilat dan fraksi mol bottom

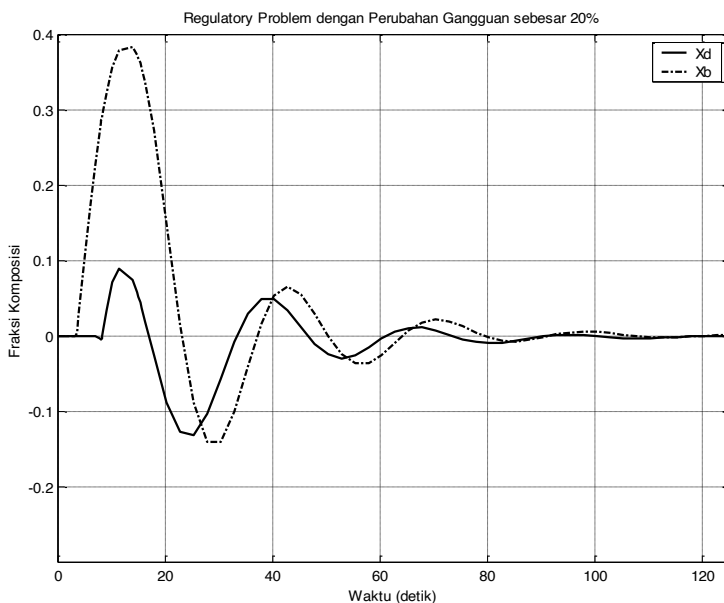
Model input output proses/ sistem distilasi tersedia di literatur dan salah satu model distilasi sebagai fungsi transfer input output dinyatakan dalam persamaan vektor dan matriks

$$\mathbf{y}(s) = \mathbf{G}_p(s) \mathbf{u}(s) + \mathbf{G}_d(s) \mathbf{d}(s)$$

dengan vektor $\mathbf{y}$ menyatakan output fraksi mol distilat ($x_D(s)$) dan fraksi mol bottom ($x_B(s)$). Input (manipulated variabel) adalah refluks, $R(s)$, dan laju uap steam/ vapour boil-up, $V(s)$, sedangkan gangguan untuk laju alir $F(s)$ saja. Elemen matriks, $\mathbf{G}_p(s)$ dan $\mathbf{G}_d(s)$, diberikan dibawah ini.

$$\begin{bmatrix} x_D(s) \\ x_B(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{12.8 e^{-s}}{16.7s+1} & \frac{-18.9 e^{-3s}}{21.0s+1} \\ \frac{6.6 e^{-7s}}{10.9s+1} & \frac{-19.4 e^{-3s}}{14.4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R(s) \\ V(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{3.8 e^{-8.1s}}{14.9s+1} \\ \frac{4.9 e^{-3.4s}}{13.2s+1} \end{bmatrix} [F(s)]$$

Untuk menguji parameter pengendali yang diperoleh dari hasil tuning dapat dilakukan dengan membuat gambar Nyquist terhadap persamaan karakteristik dan $\mathbf{I} + \mathbf{G}_p \mathbf{G}_c$ dari sistem pengendalian (*closed-loop*) dan hasil pengujian menunjukkan tuning parameter dalam keadaan stabil. Performansi sistem pengendalian untuk perubahan set point dan load diberikan dalam gambar A23.



Gambar A23. Performansi Sistem Pengendalian Proses Multivariabel untuk Kolom Distilasi Kasus *Regulatory* dengan perubahan/ gangguan laju alir masuk +20%

Untuk kasus servo dapat dilakukan simulasi, hanya dalam praktis, untuk FF controller lebih difokuskan untuk case regulatory seperti Gambar A23.

Penelusuran lebih jauh terhadap *software* simulasi, khususnya akan dapat menerapkan simulasi dengan variasi domain seperti z domain atau bermacam-macam advanced control algorithm, seperti Dynamic Matrix Control, Neural-Based Control, Fuzzy-Based Control, Kalman's Filter ataupun membuat algoritma sendiri untuk seperti Internal Model Control. Advanced Control untuk kolom distilasi Wood and Berry banyak ditemukan di literatur dan masih terus diteliti sampai saat ini.

PROFIL PENULIS



Johnner P. Sitompul adalah dosen di Fakultas Teknologi Industri ITB sejak 1987 dan memperoleh Guru Besar/ Profesor sejak 2014, dalam bidang Pemodelan dan Pengembangan Proses. Prof. Sitompul mendapatkan gelar Sarjana dari Teknik Kimia ITB (1987) dan gelar MSc (1990) dan PhD (1994) dari Departement of Chemical Engineering, University of Swansea, UK.

Saat ini Prof Sitompul mengajar di PS Teknik Kimia, PS Teknik Bioenergi-Kemurgi, PS Teknik Pangan, dan FTI, untuk strata S1, S2, S3, Profesi (Ir) dan menekuni sejumlah bidang seperti pemodelan dan simulasi proses, pengendalian proses, pengembangan proses dan juga terlibat dalam jejaring kolaborasi di tingkat nasional maupun internasional.



Vita Wonoputri seorang dosen yang telah aktif mengajar pengendalian proses sejak bergabung di Teknik Kimia ITB sejak tahun 2017. Dr. Wonoputri mendapatkan gelar sarjana (2010) dan gelar magister (2011) dari Teknik Kimia ITB dan gelar doktor (2016) dari The University of New South Wales, Australia. Selain itu, Dr. Wonoputri juga aktif mengajar mata kuliah lainnya baik di Teknik Pangan atau di Teknik Bioenergi-Kemurgi di FTI ITB serta terlibat dalam jejaring kolaborasi di tingkat nasional maupun internasional.



C.B. Rasrendra merupakan seorang dosen yang telah aktif mengajar serta meneliti di bidang rekayasa katalisis, bioenergi, dan kemurgi sejak bergabung di Teknik Kimia (2002), Fakultas Teknologi Industri, ITB. Dr. Rasrendra menempuh pendidikan sarjana (2002) dan magister (2004) di Teknik Kimia ITB, serta melanjutkan studi doktoralnya di University of Groningen, Belanda (2011). Selain aktif mengajar mata kuliah di Teknik Kimia, ia juga berkontribusi dalam perkuliahan di Teknik Bioenergi dan Kemurgi di IT dalam bidang pengembangan katalis dan proses berkelanjutan, simulasi proses, serta pengendalian proses, dengan keterlibatan erat dalam jejaring kolaborasi universitas-industri di tingkat nasional maupun internasional.